



(21)申請案號：107141368 (22)申請日：中華民國 107 (2018) 年 11 月 21 日
 (51)Int. Cl. : C07C29/78 (2006.01) C07C29/10 (2006.01)
 C07C31/20 (2006.01)
 (30)優先權：2017/11/23 歐洲專利局 17203352.4
 (71)申請人：荷蘭商蠅殼國際研究所(荷蘭) SHELL INTERNATIONALE RESEARCH
 MAATSCHAPPIJ B.V. (NL)
 荷蘭
 (72)發明人：巴嘉 拉姆 保羅 BAJAJ, RAM PAUL (IN)；摩里納 彼得 MOLENAAR, PETER
 (NL)
 (74)代理人：陳長文
 申請實體審查：無 申請專利範圍項數：13 項 圖式數：3 共 25 頁

(54)名稱

生產環氧乙烷及乙二醇之方法

PROCESSES FOR THE PRODUCTION OF ETHYLENE OXIDE AND ETHYLENE GLYCOL

(57)摘要

揭示一種自包括乙二醇之含水物料流中回收乙二醇之方法。所述方法包括(a)使包括乙二醇之含水物料流在多效蒸發器中進行蒸發步驟，以獲得包括乙二醇之濃縮物料流；(b)使所述包括乙二醇之濃縮物料流在第一脫水器中進行第一脫水步驟，所述第一脫水器在 0barg(巴錶壓)至 4barg(巴錶壓)範圍內之頂部壓力下操作，以獲得部分脫水之乙二醇物料流；及(c)使所述部分脫水之乙二醇物料流在於真空下操作之第二脫水器中進行第二脫水步驟，以獲得脫水之乙二醇物料流。

A process for the recovery of ethylene glycol from an aqueous stream comprising ethylene glycol is disclosed. The process comprises (a) subjecting an aqueous stream comprising ethylene glycol to an evaporation step in a multiple-effect evaporator to obtain a concentrated stream comprising ethylene glycol; (b)subjecting said concentrated stream comprising ethylene glycol to a first dehydration step in a first dehydrator operating at an overhead pressure in the range of 0 barg (bar gauge) to 4 barg (bar gauge) to obtain a partially dehydrated ethylene glycol stream, and (c)subjecting said partially dehydrated ethylene glycol stream to a second dehydration step in a second dehydrator operating under vacuum to obtain a dehydrated ethylene glycol stream.

【發明說明書】

【中文發明名稱】生產環氧乙烷及乙二醇之方法

【英文發明名稱】PROCESSES FOR THE PRODUCTION OF ETHYLENE
OXIDE AND ETHYLENE GLYCOL

【技術領域】

【0001】本發明係關於一種回收乙二醇，最合適回收集成之環氧乙烷/乙二醇製程內之乙二醇的方法。

【先前技術】

【0002】環氧乙烷（EO）用作化學中間產物，其主要用於生產乙二醇，且亦用於生產乙氧基化物、乙醇-胺、溶劑及乙二醇醚。其係藉由乙烯與氧氣或空氣之直接氧化生成。通常在 10-30 巴之壓力及 200-300°C 之溫度下，使乙烯及氧氣穿過氧化銀催化劑。反應為放熱的，且典型的反應器由數千個裝有催化劑之試管之大批束組成。冷卻劑圍繞反應器試管，除去反應熱並允許溫度控制。

【0003】將來自環氧乙烷反應器之產物流供應至環氧乙烷吸收器中。吸收器具有初始驟冷段，其中使產物流與冷卻之再循環含水驟冷流接觸，並將鹼性溶液連續加入再循環驟冷流中。氣流自驟冷段傳遞至環氧乙烷吸收器之主要段，在所述主要段中用水洗滌以回收環氧乙烷。

【0004】富含環氧乙烷之所得水流稱為富吸收劑，且將其送至環氧乙烷汽提塔。在環氧乙烷汽提器中，自富吸收劑中汽提出環氧乙烷，且將濃縮之環氧乙烷流送至環氧乙烷加工製程，諸如冷凝、蒸餾及再吸收。剩餘之液體稱為貧吸收劑，將其再循環至環氧乙烷吸收器。殘留環氧乙烷吸收器用於自輕餾分中回收未

冷凝之環氧乙烷，在冷凝來自環氧乙烷汽提器頂部之環氧乙烷/水蒸氣後留下所述輕餾分。

【0005】在回收大量環氧乙烷產物後剩餘之殘留氣體再循環至乙烯氧化反應器中。通常，自再循環氣體中排出少量排出物料流，以防止在循環氣體迴路中積聚諸如氫氣、乙烷或氮氣之雜質。作為循環氣體之一部分或全部之側流通常用二氧化碳（CO₂）吸收劑洗滌以除去過量 CO₂，隨後在 CO₂ 汽提器中自吸收劑中汽提且通常經排出，或視需要回收以作為副產物使用或銷售。

【0006】在進一步純化環氧乙烷之後，可以將高純度環氧乙烷（HPEO）冷卻，儲存並運輸給客戶。

【0007】可替代地或另外，常常在組合之環氧乙烷/乙二醇製程中製備環氧乙烷，其優點在於乙烯環氧化製程本質上產生需要處理之二醇，且組合之乙烯環氧化及乙二醇處理製程有機會熱整合。

【0008】因此，可以將在乙烯環氧化設備中製備之環氧乙烷送至包括乙二醇反應器之乙二醇單元，在所述乙二醇反應器中藉由與過量水之熱反應將環氧乙烷轉化為單乙二醇（MEG）及較重之二醇。通常，使用在 7-14（wt/wt）範圍內之水/環氧乙烷比。藉由一系列（通常三個）預熱器，使用低壓處理蒸汽，與熱處理冷凝物及高壓蒸汽直接熱交換，使用在 150-250°C 範圍內之乙二醇反應器溫度。在此等條件下，反應速度快，且不需要催化劑。環氧乙烷水解反應產生流出物，所述流出物主要含有水及包括約 90 wt% 單乙二醇（MEG）之二醇產物流，其餘主要為二甘醇（DEG），一些三甘醇（TEG）及少量高級同系物。

【0009】使乙二醇水溶液反應器流出物穿過連續（「多效」）蒸發器塔以除去水，將其返回乙二醇反應器。然後經由真空蒸餾對蒸發器流出物進一步脫水以產生脫水之乙二醇物料流，然後除去雜質以提供純化之乙二醇產物流。

【0010】習知之乙二醇回收陣列通常由在減壓下操作之三至六個前向進

料多效蒸發器組成。經由高壓蒸汽向第一蒸發器提供熱量，且來自各蒸發器之頂部蒸氣用於隨後蒸發器之再沸器中。管線中之最後一個蒸發器之流出物一般含有 20-40 wt% 水，且在真空下在單個蒸餾塔（「乙二醇脫水器」）中進行脫水，以提供脫水之乙二醇物料流。有利地，來自最後蒸發器（通常為 3 至 8 barg）之蒸氣塔頂產物至少部分地用作環氧乙烷/乙二醇設備中之各種蒸汽消耗器之處理蒸汽。自第二、第三等蒸發器之再沸器收集之冷凝物經閃蒸，且熱冷凝物用於乙二醇反應器之一個預熱器中之直接熱交換，且進一步在水沖放桶中閃蒸以產生低壓（通常約 3 barg）蒸汽。

【0011】 在乙二醇製造領域一直需要提高環氧乙烷之能量效率且改進乙二醇製程步驟。

【0012】 因此，本發明人試圖提供一種製備乙二醇之改良製程，尤其需要較少外部蒸汽輸入之集成環氧乙烷/乙二醇製程。

【發明內容】

【0013】 本發明人已發現，在集成之環氧乙烷/乙二醇製程中，可藉由涉及兩步驟乙二醇脫水操作之製程節省大量能量，其中在習知之乙二醇真空蒸餾步驟之前，在低（非真空）塔頂壓力下在蒸餾塔中使多效蒸發器之流出物經歷預脫水步驟。

【0014】 因此，在本發明之一個態樣中，提供一種自包括乙二醇之含水物料流中回收乙二醇之方法，所述方法包括：

(a) 使所述包括乙二醇之含水物料流在多效蒸發器中進行蒸發步驟，以獲得包括乙二醇之濃縮物料流；

(b) 使所述包括乙二醇之濃縮物料流在第一脫水器中進行第一脫水步驟，

所述第一脫水器在 0 barg 至 4 barg 之塔頂壓力下操作，以獲得部分脫水之乙二醇物料流，

(c) 使所述部分脫水之乙二醇物料流在於真空下操作之第二脫水器中進行第二脫水步驟，以獲得脫水之乙二醇物料流。

【0015】 與習知之單一真空蒸餾步驟相比，如步驟 (b) 及 (c) 中定義之兩步驟乙二醇脫水方法，允許回收將以其他方式作為低品質熱量（例如冷卻水）丟棄之熱能，在所述兩步驟乙二醇脫水方法中，在多效蒸發後，在非真空壓力下操作之脫水器中將二醇預脫水以生產低壓頂部蒸汽。

【0016】 更具體地，發現在高壓下操作之第一脫水器之頂部蒸氣可有效地用於驅動相關製程步驟中之廣泛範圍之低壓蒸汽消耗器。舉例而言，發現如本文所揭示之兩步驟乙二醇脫水可以整合於環氧乙烷/乙二醇製程中，使得自第一脫水器產生之低壓蒸汽足以供應所述製程之所有冷卻需求，使得處於冷卻目的少量或不向製程輸入外部蒸汽。因此，根據本發明之二醇之兩步驟脫水導致能量效率提高及集成之環氧乙烷/乙二醇方法之製程成本降低。

【圖式簡單說明】

【0017】

圖 1 為展示根據先前技術之製程之示意圖。

圖 2 為展示根據本發明之實施例之製程之示意圖。

圖 3 為展示根據本發明之實施例之製程之示意圖。

【實施方式】

【0018】 以下定義適用。首先，「barg」意謂「巴錶壓」。此外，除非另有

說明，否則壓力指代絕對壓力。後者意謂：「250 毫巴之壓力」意謂「250 毫巴之絕對壓力」（亦即 250 mbara）。此外，「在真空下操作」意謂「在低於大氣壓之壓力下操作」。此外，錶壓等於絕對壓力減去大氣壓。因此，在錶壓為 0 barg 之情況下，絕對壓力等於大氣壓。

【0019】如上所述，根據本發明之乙二醇回收方法尤其適合於在集成之環氧乙烷/乙二醇方法中實施，藉由利用由後段乙二醇段中之第一脫水器產生之低壓蒸汽用於驅動此方法中之低壓蒸汽消耗器。

【0020】在環氧乙烷（EO）製程中，冷凍水用於冷卻環氧乙烷吸收器中所用之貧吸收劑，從而冷凝 EO 汽提器頂部蒸氣及用於 EO 純化塔。冷凍水通常經由蒸氣吸收裝置產生，在所述裝置中能量源為可自所述製程獲得之低壓蒸汽或熱水。在習知之環氧乙烷/乙二醇製程中，冷卻設備之熱量主要由低壓蒸汽藉由冷凝 EO 汽提塔頂部蒸氣及/或藉由來自 EO 汽提器之熱貧吸收劑提供，所述低壓蒸汽在單乙二醇（MEG）純化塔冷凝器中產生。習知之乙二醇後段製程一般設計成具有三至六個成列之乙二醇蒸發器，其中最後一個蒸發器通常在約 5 barg 之壓力下操作，且其中其頂部蒸氣由設備中之各種蒸汽使用者用作處理蒸汽，所述蒸汽使用者諸如 EO 汽提塔再沸器、乙二醇脫水器及 CO₂ 移除汽提器再沸器。

【0021】在根據本發明之乙二醇回收方法中，在最後的乙二醇蒸發器中產生之處理蒸汽及/或清潔之輸入蒸汽用於驅動在頂部壓力（在 0 barg 至 4 barg 之範圍內）下操作之新的第一乙二醇脫水器（「預脫水器」）之再沸器，以產生部分脫水之乙二醇物料流，其隨後在真空蒸餾條件下在第二（習知）脫水器中進一步脫水，以產生脫水之乙二醇物料流。典型地，第二（習知之）脫水步驟在範圍為 50 至 250 毫巴，較佳範圍為 100-200 毫巴之壓力下進行。

【0022】有利地，所述第一乙二醇脫水器之低壓頂部蒸氣用於在環氧乙烷製造製程中驅動各種低壓蒸汽消耗器。因此，在本發明之一個實施例中，包括乙

二醇之含水物料流藉由包括製備環氧乙烷及水解環氧乙烷之方法製備，其中在第一脫水器中產生之至少一部分蒸汽用於在環氧乙烷/乙二醇製造製程中驅動一個或更多個低壓蒸汽消耗器。在一個實施例中，低壓蒸汽消耗器為一或多個冷卻單元。

【0023】 如上所述，本發明之方法涉及在多效蒸發器陣列中使包括乙二醇之含水物料流進行蒸發。如本文所用，術語「多效蒸發器」應理解為與「多階段蒸發器」同義，且指代以下裝置：其中水在一連串之兩個或更多個容器（「階段」）中蒸發，其中各蒸發器容器保持在比前一容器低之壓力下，且其中在一個容器中蒸發之蒸氣用於加熱管線中之下一容器之再沸器。在此，僅第一容器（在最高壓力下）需要外部熱源。使用多效蒸發來回收乙二醇，尤其回收集成之環氧乙烷/乙二醇製造中之乙二醇已詳細地描述於先前技術中，特別在 US 3,875,019、US 6,417,411、《烏爾曼化學工業大全（Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry）》，第 7 版中。在本發明之方法中，可以習知方式進行多效蒸發步驟，且技術人員將能夠根據所需之除水程度選擇合適之條件。通常，多效蒸發步驟在 2 至 6 個階段（蒸發器容器）或 3 至 6 個階段、較佳 2 至 5 個階段、更佳 3 或 4 個階段中進行。較佳地，調節管線中之第一蒸發器容器之熱負荷，使得第二脫水器之進料中之水含量與僅使用在真空下操作之單個脫水器之習知方法之水含量相似。較佳地，藉由高壓蒸汽向第一蒸發器容器提供熱量，所述高壓蒸汽之壓力在 20 至 30 barg 範圍內，更佳在 22 至 28 barg 範圍內，最佳在 24 至 26 barg 範圍內。

【0024】 通常，將來自多效蒸發器陣列中之最後一個蒸發器容器中之蒸氣塔頂產物用作處理蒸汽，其壓力較佳在 3 至 8 barg 之範圍內，更佳在 4 至 6 barg 之範圍內，最佳在 4.5 至 5.5 barg 之範圍內。有利地，來自最後一個蒸發器容器之至少一部分蒸氣塔頂產物可用於藉由驅動第一脫水器之再沸器向第一脫水器

提供熱量。根據本發明，所述第一脫水器在 0 barg 至 4 barg 範圍內之頂部壓力下操作。

【0025】 因此，在一個實施例中，來自多效蒸發器中之最後一個蒸發器容器之蒸氣塔頂產物用作處理蒸汽，其中至少一部分所述處理蒸汽用於向第一脫水器提供熱量。

【0026】 第一脫水器較佳在 0.3-3 barg 範圍內，更佳在 0.5-1.5 barg 範圍內，最佳在 0.8 barg 至 1.2 barg 範圍內之頂部壓力下操作。

【0027】 有利地，選擇第一脫水器之再沸器負荷，使得其頂部蒸氣提供足夠之處理蒸汽，以滿足環氧乙烷/乙二醇製程之所有低壓蒸汽需求，諸如冷卻裝置。較佳地，第一脫水器之底部溫度低於 150°C，較佳低於 145°C，以便提供足夠之對數平均溫差 (logarithmic mean temperature difference; LMTD)，以使用最後一個蒸發器之塔頂產物作為其再沸器中之處理蒸汽。

【0028】 第一脫水器可為本領域中已知之任何合適類型之塔，且可配備相當於 2 至 10 之間的理論階段之塔盤或填料。(理論)托盤之數量可以在 2 至 10 範圍內變化，且可由技術人員基於簡單之經濟優化實驗輕易判定。

【0029】 如上所述，乙二醇段一般包括單乙二醇(MEG)純化塔，所述 MEG 純化塔配備有塔頂冷凝器，其中來自 MEG 純化塔頂部之蒸氣經冷凝以產生低壓蒸汽及冷凝物，其作為回流部分回收至 MEG 純化柱中。

【0030】 在一個實施例中，本發明之改良之乙二醇段與包括環氧乙烷 (EO) 汽提器之改良之環氧乙烷段結合，其中所述環氧乙烷汽提器包括第一及另外之第二再沸器，且其中藉由在單乙二醇 (MEG) 純化塔頂部冷凝器中產生之低壓蒸汽向所述第二環氧乙烷汽提器再沸器供應熱量。通常，MEG 塔冷凝器產生壓力在 1 至 4 barg 範圍內，較佳在 1.5 至 3 barg 範圍內，更佳在 2 至 2.5 barg 範圍內之蒸汽。然而，如上所述，在習知之環氧乙烷/乙二醇製程中，用以驅動

前段冷卻設備之熱量主要來自單乙二醇 (MEG) 塔頂冷凝器之低壓蒸汽供應，而目前使用來自第一 (預) 脫水器頂部之低壓蒸汽驅動所述冷卻設備允許在 EO 汽提器之所述附加側再沸器中利用來自 MEG 塔頂塔冷凝器之低壓蒸汽。較佳地，第二側再沸器負荷經固定並設定為等於或略低於 MEG 塔冷凝器負荷，使得 MEG 冷凝器中產生之所有低壓蒸汽在側面再沸器中被消耗，且將自設備排出之過量蒸汽降至最低。

【0031】 有利地，此降低 EO 汽提塔之第一 (回流段) 再沸器之負荷，其通常依賴於高壓蒸汽輸入，因此降低集成之環氧乙烷/乙二醇製程之總蒸汽消耗。

【0032】 另外，富吸收劑之冷的「外部」回流可以添加在 EO 汽提塔之頂部，如 WO 2006/120207 中所詳細描述，其內容以引用之方式併入本文中。較佳來自 EO 吸收器底部或來自殘留之 EO 吸收器底部之未經加熱的富吸收劑流，在熱的閃蒸富吸收劑流上方之至少一個階段進入 EO 汽提器。將能量自環氧乙烷及離開汽提段之水蒸氣轉移至額外的精餾段內之未加熱之富吸收劑流。此為相對於 EO 汽提器之傳統回流之改良，其中一部分 EO 汽提器頂部經冷凝並再循環回塔中。由於減少對直接引入 EO 汽提塔底部之蒸汽的使用，此亦導致節能。

【0033】 因此，在一個實施例中，使本發明之改良之乙二醇段與包括環氧乙烷汽提器之改良之環氧乙烷段集成，在高溫下向所述環氧乙烷汽提器供應富吸收劑，且其中在高溫富吸收劑進料上方之位置處且在相對於高溫富吸收劑進料較低之溫度下向 EO 汽提器提供一或多個外部製程物料流進料。在一個實施例中，來自環氧乙烷吸收器底部之至少一部分富吸收劑流用作在較低溫度下提供給 EO 汽提器之外部製程物料流進料。在一較佳實施例中，環氧乙烷段包括殘留環氧乙烷吸收器，其中來自殘留吸收器底部之至少一部分富吸收劑流用作在較低溫度下提供給 EO 汽提器之外部製程物料流進料。

【0034】 有利地，殘留 EO 吸收器可以在其下部 (亦即，在進料輕餾分及

未冷凝之環氧乙烷之點的上方) 供應來自 EO 吸收器底部之富吸收劑, 導致其貧吸收劑需求顯著降低, 此繼而減少水循環之回收, 因此節省 EO 汽提塔中之汽提蒸汽及貧吸收劑之冷卻。通常, 在殘留 EO 吸收器之下部提供相當於一至五個理論階段之填充床, 以優化貧吸收劑流。因此, 在一個實施例中, 環氧乙烷段包括殘留環氧乙烷吸收器, 其中來自環氧乙烷吸收器底部之至少一部分富吸收劑流提供在一點上方, 在所述點處將包括環氧乙烷之進料提供給所述殘留環氧乙烷吸收器。

【0035】 減少流至殘留之 EO 吸收器之貧吸收劑流減少水循環之回收, 此節省 EO 汽提器中之汽提蒸汽及貧吸收劑冷卻。

【0036】 在先前技術之環氧乙烷/乙二醇製程中, 來自多效蒸發器之第二、第三等再沸器之冷凝物通常收集於在 5-15 barg 下操作之處理冷凝罐中且閃蒸以提供約 3 至 7 barg 處理蒸汽, 所述蒸汽在製程中作為直接蒸汽用於二氧化碳汽提器及真空噴射器中, 而冷凝物用於乙二醇反應器之預加熱器中之熱交換, 其在水沖放桶中經進一步閃蒸以提供低壓蒸汽, 且來自水沖放桶之冷凝物作為再循環處理冷凝物供應至乙二醇反應器。

【0037】 在本發明中, 有利地, 來自多效蒸發器之第二、第三等再沸器之冷凝物的處理冷凝罐在 4-10 barg 之減壓下操作。將收集之多效蒸發器之冷凝物閃蒸以產生壓力範圍為 3 至 7 barg 之閃蒸蒸汽, 其中將來自處理冷凝罐之冷凝物直接再循環至乙二醇反應器。因此, 在一個實施例中, 將所收集之多效蒸發器之冷凝物閃蒸以產生閃蒸蒸汽及閃蒸冷凝物, 其中至少一部分閃蒸冷凝物再循環至乙二醇反應器。

【0038】 除了上文針對環氧乙烷/乙二醇製程及相關設備中之熱整合所提及之優點之外, 將冷凝物自處理冷凝罐直接再循環至乙二醇反應器而非經由熱交換允許使用在高壓蒸汽下操作之單一乙二醇反應器預熱器。

【0039】 在本發明之方法中，在第一脫水器中產生之蒸汽有利地用於驅動製程中之一或多個低壓蒸汽消耗器。來自此等低壓蒸汽消耗器之處理冷凝物可再循環至低壓水沖放桶，且其至少一部分可用於提供第一脫水器之回流。因此，在一個實施例中，環氧乙烷段中之一或多個低壓蒸汽消耗器之至少一部分冷凝物用於向第一脫水器供應回流。

【0040】 乙二醇製程產生醛作為副產物。在習知之陣列中，系統中之醛通常經由自水沖放桶排放至廢水之處理冷凝物，經由將來自水沖放桶之 3 barg 蒸汽之冷凝物引導至廢水，且經由將 3-7 barg 處理蒸汽（自處理冷凝罐中閃蒸）作為直接蒸汽用於二氧化碳汽提器及真空噴射器自乙二醇蒸發器中排出。

【0041】 在本發明之方法中，不排放水沖放桶 3 barg 頂部蒸氣。因此，在本發明方法中，應當注意經由作為直接蒸汽用於 CO₂ 汽提器且用於真空噴射器自系統中排出足夠之 5 barg 處理蒸汽從而自系統中清除醛。較佳地，亦規定必要時經由將冷凝物自處理冷凝罐及水沖放桶排出至廢水來排出醛。

【0042】 在自第二脫水器獲得脫水之乙二醇物料流後，可以藉由本領域已知之分餾方法自脫水之乙二醇物料流中回收單乙二醇（MEG）及視情況選用之二乙二醇（DEG）及三乙二醇（TEG）。如上所述，在 MEG 塔頂部冷凝器中產生之低壓蒸汽可用於驅動環氧乙烷汽提塔之第二側再沸器。

【0043】

圖示詳細說明

【0044】 現在將參考附圖中所示之非限制性實施例詳細描述本發明。

【0045】 圖 1 展示根據先前技術之乙二醇單元之示意圖，其包括乙二醇反應器、蒸發器及（真空）脫水器。將含水環氧乙烷進料流（1）供應至第一（3a）、第二（3b）及第三（3c）乙二醇反應器預熱器，以低壓蒸汽（4）之形式向其供給熱量，分別與熱處理冷凝物（5）及高壓蒸汽（6）直接熱交換，直到乙二醇反

應器及相關設備(8)。在此，將含水環氧乙烷流轉化為含水乙二醇物料流(9)，將其供應至多效蒸發器之第一蒸發器(10a)(第一階段)，所述多效蒸發器進一步包括(作為實例)第二蒸發器(10b)、第三(10c)及第四(10d)蒸發器(第二、第三及第四階段)，管線中之每個下一蒸發器在比前一蒸發器更低之壓力下操作。經由高壓蒸汽流(2)向第一蒸發器(10a)提供熱量。多效蒸發器之各階段包括再沸器(11a)、(11b)、(11c)及(11d)，分別產生含蒸氣/液體之再沸器返回流(15a)、(15b)、(15c)及(15d)，從而向各蒸發器之底部提供熱量。將各蒸發器之蒸氣塔頂產物(12a)、(12b)及(12c)分別供給管線中之下一蒸發器之再沸器(11b)、(11c)及(11d)。各蒸發器產生濃度逐漸增加之物料流(13a)、(13b)、(13c)及(13d)，其作為進料流分別供給下一蒸發器(10b)、(10c)及(10d)。蒸發器之濃縮乙二醇物料流(14a)、(14b)、(14c)及(14d)分別再循環至再沸器(11a)、(11b)、(11c)及(11d)。管線中之最後一個蒸發器之蒸氣塔頂產物(12d)(通常為3至8 barg)通常至少部分地用作環氧乙烷/乙二醇設備中之各種蒸汽消耗器之處理蒸汽。將來自第二、第三及第四蒸發器之再沸器之處理冷凝物(16b)、(16c)及(16d)收集於處理冷凝物閃蒸罐(17)中且閃蒸以提供約3-7 barg處理蒸汽(29)。熱冷凝物流(30)作為物料流(5)用於在乙二醇反應器之預加熱器(3b)中直接熱交換，且冷卻物料流(31)在水沖放桶(32)中閃蒸以製備低壓蒸汽流(33)。藉由在第一預熱器(3a)之上游提供冷凝物流(34)將其再循環至乙二醇反應器中。將濃縮乙二醇物料流(13d)提供給配備有具有蒸汽入口(21)之再沸器(20)之乙二醇脫水器(19)，且其在真空下操作以產生脫水之二醇流(24)。將氣態脫水器頂部物料流(25)部分循環至脫水器中，且一部分可作為廢水流(28)除去。

【0046】 圖2展示根據本發明之乙二醇單元之示意圖。將含水環氧乙烷進
第11頁，共17頁(發明說明書)

料流(1)供應至單個乙二醇反應器預熱器(3c)，以高壓蒸汽(6)之形式供應熱量，且經預熱之環氧乙烷作為物料流隨後提供給乙二醇反應器及相關設備(8)，以產生含水乙二醇物料流(9)。將含水乙二醇物料流(9)供應至多效蒸發器之第一蒸發器(10a)(第一階段)，所述多效蒸發器進一步包括(作為實例)第二蒸發器(10b)、第三蒸發器(10c)及第四蒸發器(10d)，如針對圖1所詳細描述。在根據本發明之方法及系統中，將離開多效蒸發器之最後一個蒸發器之濃縮乙二醇物料流(13d)提供給在0 barg至4 barg範圍內之頂部壓力下操作之第一脫水器(37)，以產生部分脫水之乙二醇物料流(13e)，將其提供給如針對圖1所述之在真空下操作之第二脫水器(19)，以獲得脫水之乙二醇物料流(24)。壓力在0 barg至4 barg範圍內之第一脫水器(37)之蒸氣頂部產物料流(38)由製程中其他地方之低壓蒸汽消耗器使用，諸如冷卻單元(39)。將低壓凝物流(40)、(22)及/或(23)收集於水沖放桶(41)中且閃蒸以產生低壓蒸汽(42)，所述低壓蒸汽可由製程中之低壓蒸汽消耗器使用。來自低壓蒸汽使用者(39)之處理凝物(40)亦可用於經由管線(46)向第一乙二醇脫水器(37)供應回流。

【0047】將來自第二、第三及第四蒸發器之再沸器之處理凝物(16b)、(16c)及(16d)以及來自水沖放桶(41)之凝物(44)收集於處理凝物閃蒸罐(17)中且閃蒸以提供適合於由製程中之約3-6 barg蒸汽消耗器(43)使用之處理蒸汽(29)。有利地，來自最後一個蒸發器容器(10d)之至少一部分蒸氣塔頂產物(12d)用於藉由驅動第一脫水器(37)之再沸器(11e)向脫水器(37)提供熱量。藉由在乙二醇反應器預熱器(3c)之上游直接提供熱凝物流(30)將其再循環至乙二醇反應器(8)中。

【0048】圖3展示根據本發明實施例之環氧乙烷回收段之示意圖。向環氧乙烷吸收器(50)提供含環氧乙烷之物料流(51)，向所述環氧乙烷吸收器供應

冷卻之貧吸收劑流（52），以提供頂部物料流（53）及富吸收劑流（54）。使富吸收劑流（54）在一或多個熱交換器（55）中與熱貧吸收劑流（59）接觸，以提供熱富吸收劑流（56），將其提供給環氧乙烷汽提器（57）。在環氧乙烷汽提器（57）中，使用經由入口（58）提供之蒸汽，自富吸收劑中汽提環氧乙烷，以提供貧吸收劑流（59）及包括環氧乙烷及水之頂部物料流（63）。經由出口（61）除去乙二醇排出蒸汽。根據本發明之一較佳實施例，環氧乙烷汽提器（57）除了第一再沸器（60）外亦包括第二再沸器（62），所述第二再沸器在設備中其他地方（諸如在單乙二醇頂部冷凝器中）生產之低壓蒸汽上操作，從而降低底部再沸器（60）之負荷。將環氧乙烷汽提器頂部物料流（63）提供給一或多個冷凝器單元（64），以提供含水環氧乙烷流（65）及包括輕餾分及未冷凝之環氧乙烷之蒸氣物料流（66）。自殘留環氧乙烷吸收器（67）中之輕餾分回收未冷凝之環氧乙烷，向所述殘留環氧乙烷吸收器提供冷的貧吸收劑流（68）。經由在一或多個熱交換器（55）中熱貧吸收劑流（59）與冷富吸收劑流（54）之熱交換，以及在一或多個冷卻/冷凍單元（69）中冷卻，獲得此冷貧吸收劑流（68）。

【0049】 根據本發明之一較佳實施例，在熱富吸收劑流（56）上方之點處向環氧乙烷汽提器（57）提供自殘留環氧乙烷吸收器（67）中取出之冷富吸收劑流（70），因此為汽提塔提供外部回流。在此實施例中，在向殘留環氧乙烷吸收器（67）提供包括環氧乙烷之進料（66）的點上方，向殘留環氧乙烷吸收器（67）提供自環氧乙烷吸收器（50）之底部取出之冷富吸收劑物料流（54）的至少一部分（71），因此減少經由殘餘物吸收器（67）之物料流（68）提供之貧吸收劑需求。

【符號說明】

【0050】

- 1 含水環氧乙烷進料流
- 2 高壓蒸汽流
- 3a 第一乙二醇反應器預熱器
- 3b 第二乙二醇反應器預熱器
- 3c 第三乙二醇反應器預熱器
- 4 低壓蒸汽
- 5 熱處理冷凝物
- 6 高壓蒸汽
- 8 乙二醇反應器及相關設備
- 9 含水乙二醇物料流
- 10a 第一蒸發器
- 10b 第二蒸發器
- 10c 第三蒸發器
- 10d 第四蒸發器
- 11a 再沸器
- 11b 再沸器
- 11c 再沸器
- 11d 再沸器
- 11e 再沸器
- 12a 蒸氣塔頂產物
- 12b 蒸氣塔頂產物
- 12c 蒸氣塔頂產物
- 12d 蒸氣塔頂產物

13a	物料流
13b	物料流
13c	物料流
13d	濃縮乙二醇物料流
13e	部分脫水之乙二醇物料流
14a	濃縮乙二醇物料流
14b	濃縮乙二醇物料流
14c	濃縮乙二醇物料流
14d	濃縮乙二醇物料流
15a	再沸器返回流
15b	再沸器返回流
15c	再沸器返回流
15d	再沸器返回流
16a	處理冷凝物
16b	處理冷凝物
16c	處理冷凝物
16d	處理冷凝物
17	閃蒸罐
19	乙二醇脫水器
20	再沸器
21	蒸汽入口
22	低壓凝物流
23	低壓凝物流
24	脫水之乙二醇物料流

25	氣態脫水器頂部物料流
28	廢水流
29	處理蒸汽
30	熱冷凝物流
31	冷卻物料流
32	水沖放桶
33	低壓蒸汽流
34	冷凝物流
37	第一脫水器
38	蒸氣頂部產物流
39	冷卻單元/低壓蒸汽使用者
40	低壓冷凝物流
41	水沖放桶
42	低壓蒸汽
43	蒸汽消耗器
44	冷凝物
50	環氧乙烷吸收器
51	含環氧乙烷之物料流
52	貧吸收劑流
53	頂部物料流
54	冷富吸收劑流
55	熱交換器
56	熱富吸收劑流
57	環氧乙烷汽提器

58	入口
59	熱貧吸收劑流
60	第一再沸器
61	出口
62	第二再沸器
63	頂部物料流
64	冷凝器單元
65	含水環氧乙烷流
66	蒸氣物料流
67	殘留環氧乙烷吸收器/殘餘物吸收器
68	冷貧吸收劑流
69	冷卻/冷凍單元
70	冷富吸收劑流
71	冷富吸收劑物料流的至少一部分

【發明摘要】

【中文發明名稱】 生產環氧乙烷及乙二醇之方法

【英文發明名稱】 PROCESSES FOR THE PRODUCTION OF ETHYLENE
OXIDE AND ETHYLENE GLYCOL

【中文】

揭示一種自包括乙二醇之含水物料流中回收乙二醇之方法。所述方法包括 (a) 使包括乙二醇之含水物料流在多效蒸發器中進行蒸發步驟，以獲得包括乙二醇之濃縮物料流；

(b) 使所述包括乙二醇之濃縮物料流在第一脫水器中進行第一脫水步驟，所述第一脫水器在 0 barg (巴錶壓) 至 4 barg (巴錶壓) 範圍內之頂部壓力下操作，以獲得部分脫水之乙二醇物料流；及 (c) 使所述部分脫水之乙二醇物料流在於真空下操作之第二脫水器中進行第二脫水步驟，以獲得脫水之乙二醇物料流。

【英文】

A process for the recovery of ethylene glycol from an aqueous stream comprising ethylene glycol is disclosed. The process comprises (a) subjecting an aqueous stream comprising ethylene glycol to an evaporation step in a multiple-effect evaporator to obtain a concentrated stream comprising ethylene glycol;

(b) subjecting said concentrated stream comprising ethylene glycol to a first dehydration step in a first dehydrator operating at an overhead pressure in the range of 0 barg (bar gauge) to 4 barg (bar gauge) to obtain a partially dehydrated ethylene glycol

stream, and (c)subjecting said partially dehydrated ethylene glycol stream to a second dehydration step in a second dehydrator operating under vacuum to obtain a dehydrated ethylene glycol stream.

【指定代表圖】 無

【代表圖之符號簡單說明】

無

【發明申請專利範圍】

【第1項】一種自包括乙二醇之含水物料流中回收乙二醇之方法，所述方法包括：

(a) 使所述包括乙二醇之含水物料流在多效蒸發器中進行蒸發步驟，以獲得包括乙二醇之濃縮物料流；

(b) 使所述包括乙二醇之濃縮物料流在第一脫水器中進行第一脫水步驟，所述第一脫水器在 0 barg (巴錶壓) 至 4 barg (巴錶壓) 範圍內之頂部壓力下操作，以獲得部分脫水之乙二醇物料流；

(c) 使所述部分脫水之乙二醇物料流在於真空下操作之第二脫水器中進行第二脫水步驟，以獲得脫水之乙二醇物料流。

【第2項】如申請專利範圍第 1 項所述之方法，其中所述包括乙二醇之含水物料流藉由以下方法製備：所述方法包括在環氧乙烷段中製備環氧乙烷及在乙二醇段中水解環氧乙烷，且其中在所述第一脫水器中製備之至少一部分蒸汽用於驅動所述環氧乙烷段或所述乙二醇段中之一或多個低壓蒸汽消耗器。

【第3項】如申請專利範圍第 2 項所述之方法，其中所述低壓蒸汽消耗器包括一或多個冷卻單元。

【第4項】如前述申請專利範圍中任一項所述之方法，其中所述多效蒸發步驟在 2 至 6 個階段、較佳 2 至 5 個階段、更佳 3 或 4 個階段中進行。

【第5項】如前述申請專利範圍中任一項所述之方法，其中所述第一脫水器在 0.3-3 barg、較佳 0.5-1.5 barg、更佳 0.8 barg 至 1.2 barg 範圍內之壓力下操作。

【第6項】如前述申請專利範圍中任一項所述之方法，其中來自所述多效蒸發器中最後一個蒸發器容器之蒸氣塔頂產物用作處理蒸汽，且其中至少一部

分所述處理蒸汽用於向所述第一脫水器提供熱量。

【第7項】如前述申請專利範圍中任一項所述之方法，其中將所述多效蒸發器之所收集冷凝物閃蒸以產生閃蒸蒸汽及閃蒸冷凝物，且其中將至少一部分所述閃蒸冷凝物再循環至乙二醇反應器。

【第8項】如申請專利範圍第 2 項至第 7 項中任一項所述之方法，其中所述一或多個低壓蒸汽消耗器之至少一部分所述冷凝物用於向所述第一脫水器供應回流。

【第9項】如申請專利範圍第 2 項至第 8 項中任一項所述之方法，其中所述環氧乙烷段包括環氧乙烷（EO）汽提器，其中所述環氧乙烷汽提器含有第一及額外的第二再沸器，且其中藉由在單乙二醇（MEG）純化塔頂部冷凝器中產生之低壓蒸汽向所述第二環氧乙烷汽提器再沸器供熱。

【第10項】如申請專利範圍第 2 項至第 9 項中任一項所述之方法，其中所述環氧乙烷段包括環氧乙烷汽提器，在高溫下向所述環氧乙烷汽提器供應富吸收劑，且其中在所述高溫富吸收劑進料上方之位置處且在相對於所述高溫富吸收劑進料較低之溫度下向所述環氧乙烷汽提器提供一或多個外部製程物料流進料。

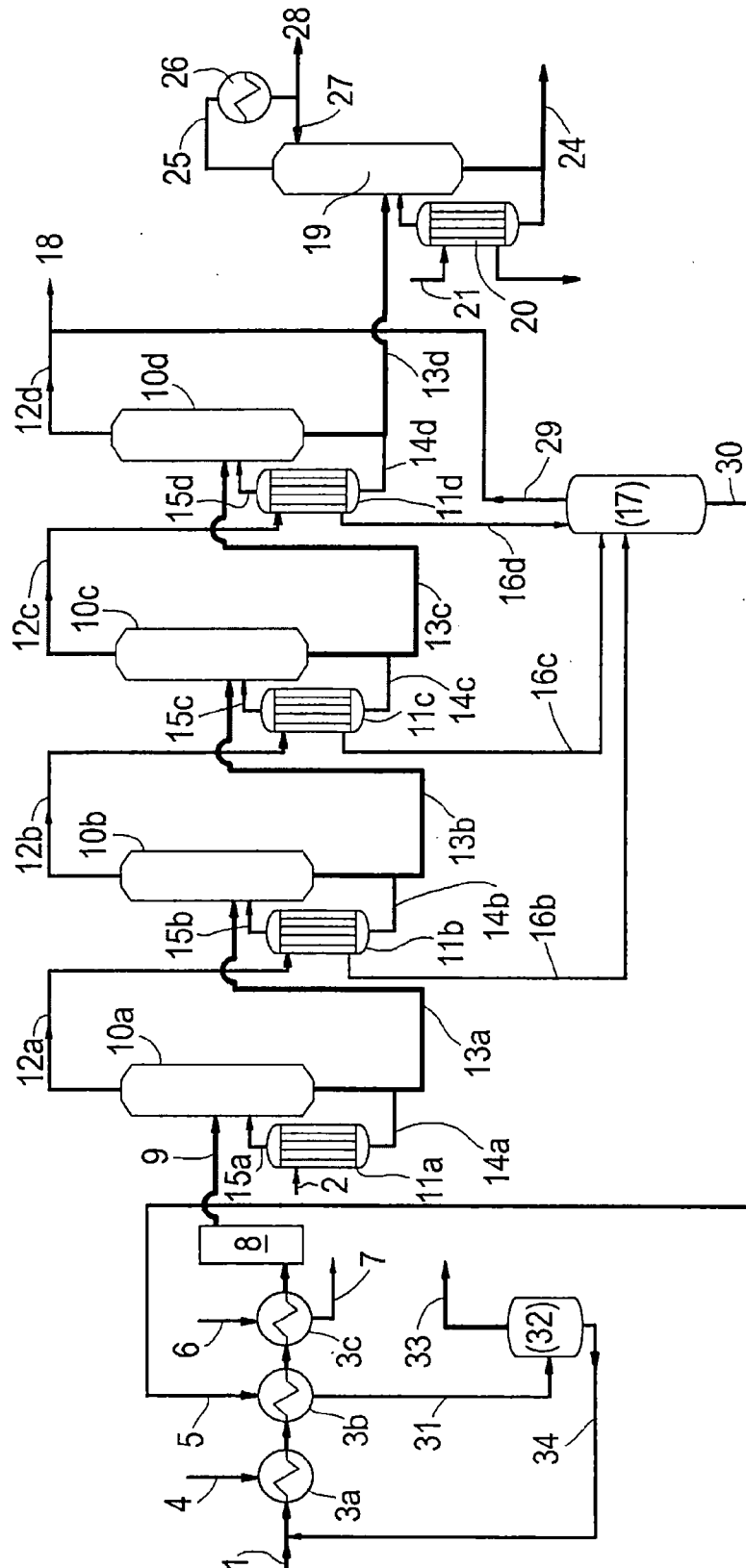
【第11項】如申請專利範圍第 10 項所述之方法，其中來自環氧乙烷吸收器底部之至少一部分所述富吸收劑流用作在低溫下提供給所述環氧乙烷汽提器之所述外部製程物料流進料。

【第12項】如申請專利範圍第 10 項所述之方法，其中所述環氧乙烷段包括殘留環氧乙烷吸收器，其中來自所述殘留吸收器底部之至少一部分所述富吸收劑流用作在低溫下提供給所述 EO 汽提器之所述外部製程物料流進料。

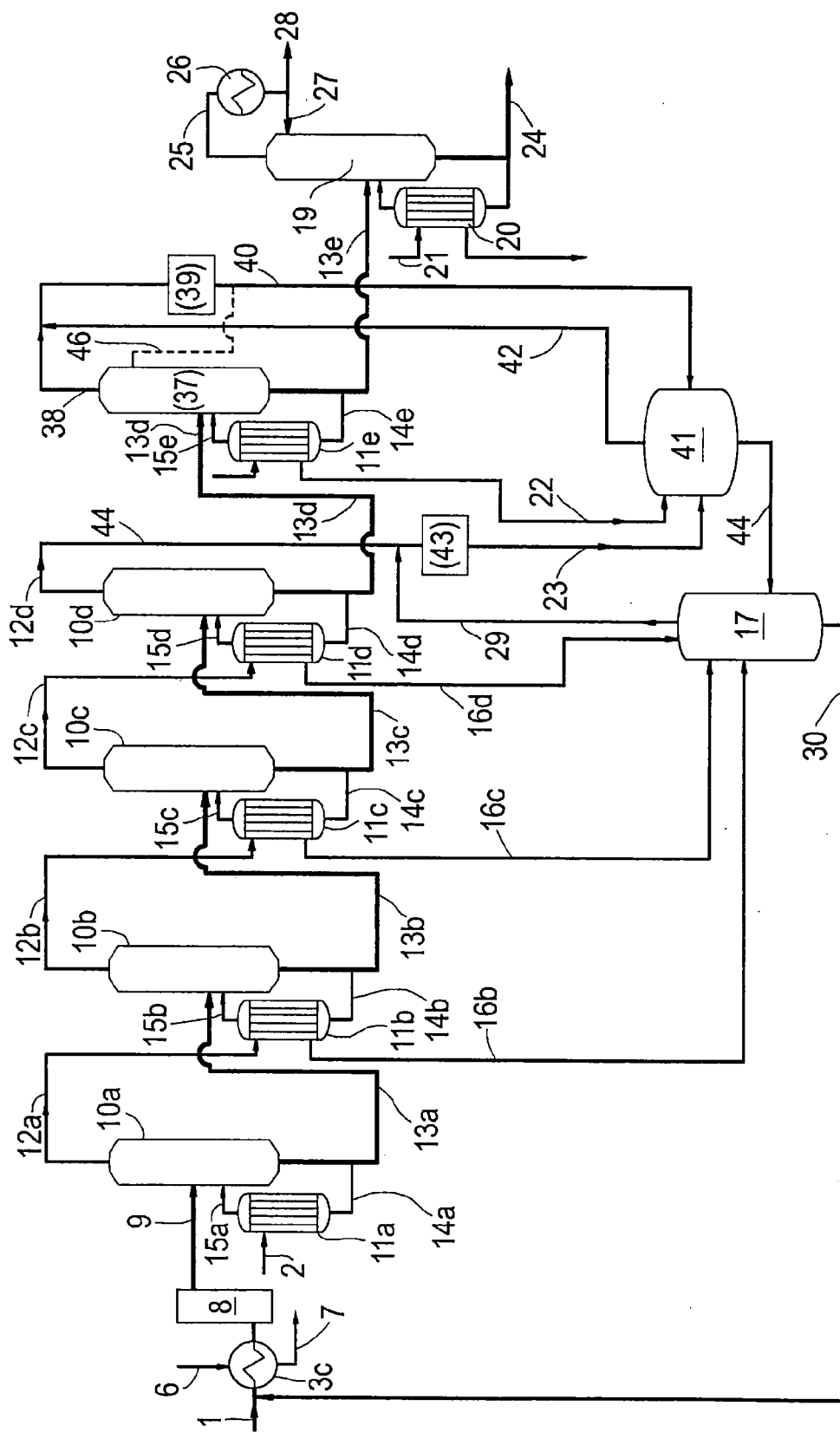
【第13項】如申請專利範圍第 2 項至第 12 項中任一項所述之方法，其中所述環氧乙烷段包括殘留環氧乙烷吸收器，其中來自環氧乙烷吸收器底部之至

少一部分所述富吸收劑流提供在某一點上方，在所述點處，包括環氧乙烷之進料提供給所述殘留環氧乙烷吸收器。

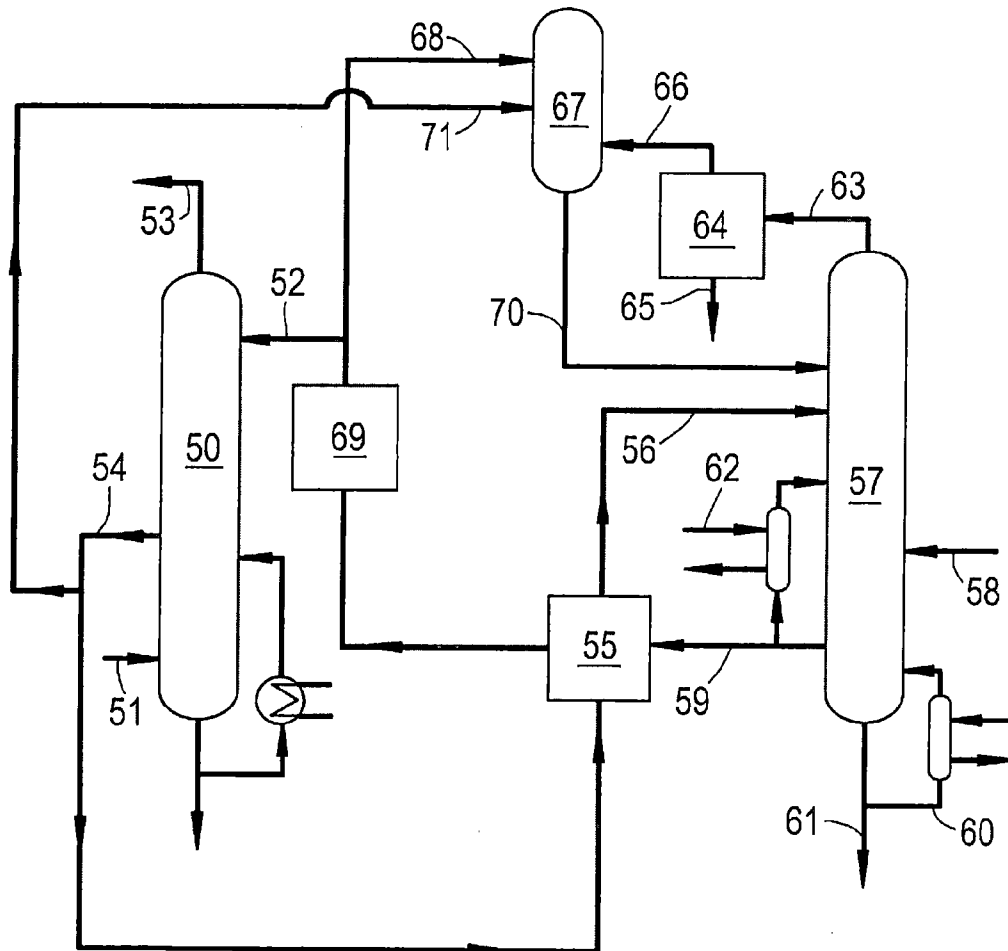
【發明圖式】



【圖1】



【圖2】



【圖3】